

[19] 中华人民共和国国家知识产权局

[51] Int. Cl.

F23J 15/02 (2006.01)

F23J 15/06 (2006.01)



[12] 发明专利申请公布说明书

[21] 申请号 200710047418.8

[43] 公开日 2008年3月12日

[11] 公开号 CN 101140072A

[22] 申请日 2007.10.25

[21] 申请号 200710047418.8

[71] 申请人 上海外高桥第三发电有限责任公司

地址 200137 上海市浦东新区海徐路181号

[72] 发明人 冯伟忠

[74] 专利代理机构 上海恩田旭诚知识产权代理有限公司

代理人 刘峰

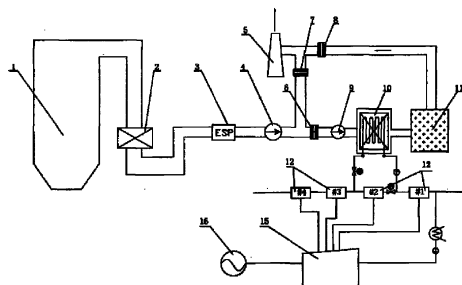
权利要求书1页 说明书10页 附图4页

[54] 发明名称

应用于燃煤发电机组的脱硫烟气余热回收系统

[57] 摘要

本发明公开了一种应用于燃煤发电机组的脱硫烟气余热回收系统，包括：至少一用于实现气态与液态间交换热能的气水换热器；及与气水换热器分别独立贯通的烟气进、出烟道及凝结水进、出管道；气水换热器的烟气进口与燃煤发电机组中锅炉烟气除尘器后烟道贯通连接；气水换热器的烟气出口与脱硫系统中脱硫吸收塔的烟气进口贯通连接；气水换热器的凝结水进、出口可与回热系统的至少一级低压加热器并联或串联。本发明的脱硫烟气余热回收系统具有余热利用率高、节能节水减排效益明显，废弃资源综合利用程度高等优点。



- 1、 一种应用于燃煤发电机组的脱硫烟气余热回收系统，包括：
至少一用于实现气态与液态间交换热能的气水换热器；及
与所述气水换热器分别独立贯通的烟气进、出烟道及凝结水进、出管道；
其特征在于：
所述气水换热器的烟气进口与所述燃煤发电机组中锅炉烟气除尘器后烟道贯通连接；
所述气水换热器的烟气出口与脱硫系统中脱硫吸收塔的烟气进口贯通连接；
所述气水换热器的凝结水进、出口与回热系统的至少一级低压加热器并联或串联。
- 2、 如权利要求 1 所述的脱硫烟气余热回收系统，其特征在于：所述气水换热器为烟气冷却器。
- 3、 如权利要求 1 所述的脱硫烟气余热回收系统，其特征在于：所述脱硫系统在所述脱硫吸收塔之前设置有与所述烟气除尘器后烟道连接的脱硫烟气进口挡板，所述气水换热器连接设置在所述脱硫烟气进口挡板与所述脱硫吸收塔之间。
- 4、 如权利要求 3 所述的脱硫烟气余热回收系统，其特征在于：所述脱硫系统在所述脱硫烟气进口挡板与所述脱硫吸收塔之间还设置有增压风机，所述气水换热器连接设置在所述脱硫烟气进口挡板与所述增压风机之间或设置在所述增压风机与所述脱硫吸收塔之间。

应用于燃煤发电机组的脱硫烟气余热回收系统

技术领域

本发明涉及燃煤发电机组领域，尤其涉及一种应用于燃煤发电机组的脱硫烟气余热回收系统。

背景技术

目前我国的电力供应形势非常紧张，装机容量也随之逐年快速上升。尽管大量的脱硫装置在建，但按照目前的排放控制水平，到2020年，中国火电厂排放的SO₂将达到2100万吨以上。如果火电厂排放的大气污染物得不到有效控制，将直接影响到中国大气环境质量的改善和电力行业的可持续发展。火电厂二氧化硫控制的根本途径为烟气脱硫。应当看到，燃煤火电厂实施脱硫的成效是显著的，但是所需要投入的成本却是数以亿计之巨大。从脱硫的技术经济性角度来说，火电厂脱硫不仅要考虑技术上可行，同时还要考虑国家和企业及社会经济承受能力。国外发达国家成功应用烟气脱硫技术解决了SO₂污染问题，但他们实行高投入高消耗解决SO₂污染的模式并不适合我国的国情。

当前的脱硫现状要求我们去寻找一条实现脱硫低能耗的新思路，这对于我国正在筹建和一大批即将启动建设的百万千瓦超超临界燃煤机组的意义是尤为深远的。

排烟损失是锅炉运行中最重要的一项热损失，若能对锅炉的排烟热量进行回收并加以利用到机组中去，从而提高机组的经济效益。那么用这部分额外获得的经济效益来弥补脱硫系统的能耗，就能大大降低脱硫岛的运行费用，使脱硫岛达到低能耗甚至“零能耗运行”。

在本技术领域，对烟气热量进行回收的方法各不相同，而对回收后热量如何进行利用也有所区别。

对于传统的未配备脱硫系统的燃煤发电机组而言，如图1所示，为回收锅

炉出口的烟气余热，现有技术中在锅炉 1 的空预器 2 和电除尘器 3 之间通常安装有低压省煤器 6，将烟气的余热用来加热回热系统的凝结水，凝结水在低压省煤器 6 内吸收热量后再返回低压加热器 12 系统。这部分烟气热量的导入，使发电机 16 在低压缸 15 燃料消耗量不变的情况下，产生了额外增加的电功，产生了可观的经济效益。但空预器 2 和电除尘器 3 中间为高含尘区域，飞灰含量非常高，电除尘器 3 的除尘效率按照 99.8% 计算，电除尘器前后的烟气飞灰浓度相差达 500 倍，如此高的飞灰含量大大加剧了管道受热面的磨损，缩短了传热管的使用寿命，降低了设备的安全系数。由于飞灰对管壁的磨损速度与烟气流速的 3 次方成正比，因此为将管道的磨损控制在一个合理的范围内，就需要限制管道中烟气的流速，因而又需要增加低压省煤器 6 的换热面积，增加了设备投资成本。

并且，在上述传统的低压省煤器系统中，流过低压省煤器 6 的烟气温度大幅度下降，这对电除尘器 3 的性能和寿命会有很大影响，除尘效率下降明显。根据除尘器厂家的经验数据，当在除尘器 3 前加装低温省煤器 6 时，除尘器 3 的运行温度将长期处于烟气露点温度以下，这对电除尘器 3 的烟气绝缘要求大大提高，常规电除尘器无法满足技术要求，须对除尘器收尘极板的形式进行改造（将固定式阳极板改为移动式阳极板，目前国内尚无此技术）。因此，传统的低压省煤器即使对烟气余热进行回收，也只能把烟气温度降低到不低于烟气酸露点温度的范围内，热量的回收是受到严重制约的。

最后，即使保证运行时的烟气温度维持在酸露点温度以上，也无法彻底避免烟气结露的可能性，例如雨季造成的原煤含水量大大增加会导致排烟中的水分含量大幅上升，或者锅炉运行时出现爆管情况等都会造成低温省煤器管壁的结露现象。在飞灰浓度如此高的区域管壁一旦结露，飞灰中的钙质将会与烟气中的酸和水分结合形成水泥状物质沉积在管壁上难以清除。时间一长，这些水泥状物质很容易堵塞管排，这给机组的安全运行带来了严重的隐患。堵塞一旦发生，烟气通道将减小，流通阻力增加，厂用电上升。严重时会造成机组降出力甚至被迫停机。

另外，处于除尘器前的低温省煤器，易受磨损和腐蚀，一旦管道穿孔泄漏，

喷出的凝结水会成为电除尘器或布袋式除尘器的灾难。

对于配套了脱硫系统的燃煤发电机组而言，如图 2 所示，通常会在脱硫系统中安装气—气换热器（GGH）烟气再热装置的技术方案回收原烟气的余热。一般来说，锅炉烟气湿法脱硫工艺需要将锅炉 1 排烟（即原烟气，一般为 130℃~150℃）降到 80~90℃左右进入脱硫塔 11 中脱硫，并将从吸收塔出口的烟气（净烟气）从 50℃加热到 80℃以上（避免低温湿烟气腐蚀烟道、烟囱内壁，并可提高烟气抬升高度），再通过烟囱 5 排放。为节约能源，通常在脱硫塔 11 之前加装 GGH 换热器 10，将 100 多度的锅炉 1 排烟降低到 80~90℃左右的过程中烟气放出的热量来加热从吸收塔出口的 50℃左右的净烟气，使 50℃左右的脱硫后烟气（净烟气）加热到 80 度以上，达到排放要求。

但是，上述技术方案中，由于 GGH 土建施工周期比较长、结构比较复杂、运行可靠性低，安装工作周期也比较长，设备的初期投资也较大。以两台 600MW 的机组为例，设 GGH 的机组比不设 GGH 的机组仅投资就要增加 3000 万元左右，后期的年运行、维护费用约增加 560 万元。随着脱硫技术的发展和人们对 GGH 装置作用认识的深入，发现 GGH 装置并不能增加环保的效用，即使装了 GGH，由于烟气温度尚不高，烟道和烟囱内壁仍需采取防腐措施，而若不装 GGH 导致的烟囱排烟中呈现大量水雾气的现象并不增加大气污染。因此，现今发达国家和地区逐渐倾向于不设 GGH，我国近来新建的脱硫项目也开始接受不装 GGH 的设计。

当然，在脱硫系统不设置 GGH 的前提下，若无其它措施，则必然要在脱硫塔内增加大量的喷水，以将烟气温度降低至脱硫塔工作温度。这就会产生以下副作用：

（1）排烟余热丝毫未加以利用，进入脱硫塔的烟气温度远高于其允许工作温度，这只能采用大量喷水的方法使其降温，从而使耗水量急剧增加，两台 1000MW 机组月增加 $2 \times 63\text{T/h}$ 。

（2）蒸发后的水蒸汽增加了烟气量约 30%以上，这使得脱硫塔及后续烟道及烟囱的阻力损失明显增加（约增加 70%以上）。

（3）排烟含湿量急剧增加，对后续烟道及烟囱的防腐要求更高。

有鉴于此，如何在不设置 GGH 的前提下，提高原烟气余热的利用率，降低水耗，减少取消 GGH 后对脱硫塔后烟道及烟囱的腐蚀影响，成为本领域技术人员期待解决的技术问题。

发明内容

本发明所要解决的技术问题是，在脱硫系统不设置 GGH 的前提下，提供一种余热利用率高、节能节水减排效益明显，废弃资源综合利用程度高的应用于燃煤发电机组的脱硫烟气余热回收系统。

为实现上述目的，本发明提供了一种脱硫烟气余热回收系统，包括：至少一用于实现气态与液态间交换热能的气水换热器；及与所述气水换热器分别独立贯通的烟气进、出烟道及凝结水进、出管道；所述气水换热器的烟气进口与所述燃煤发电机组中锅炉烟气除尘器后烟道贯通连接；所述气水换热器的烟气出口与脱硫系统中脱硫吸收塔的烟气进口贯通连接；所述气水换热器的凝结水进、出口与回热系统的至少一级低压加热器并联或串联。

进一步地，所述脱硫系统在所述脱硫吸收塔之前设置有与所述锅炉烟气除尘器后烟道贯通连接的脱硫烟气进口挡板，所述气水换热器连接设置在所述脱硫烟气进口挡板与所述脱硫吸收塔之间或所述烟气除尘器后烟道与所述烟气进口挡板之间。

进一步地，所述脱硫系统还包括设置在所述脱硫烟气进口挡板与所述脱硫吸收塔之间的增压风机，所述气水换热器连接设置在所述增压风机与所述脱硫吸收塔之间或所述脱硫烟气进口挡板与所述增压风机之间，使本发明的系统获得基本相同的效果。

所述脱硫系统还可包括脱硫旁路，所述脱硫旁路为连通所述锅炉烟气出口和烟囱的烟道及设置在所述烟道中的烟气旁路出口挡板。

本发明同样可以应用在不具有脱硫旁路的燃煤发电机组系统中，起到基本相同的效果。

本发明的实质是通过用做烟气冷却器的气水换热器，利用脱硫烟气的余热来加热发电机组中回热系统的凝结水，再将加热后获得额外热能的凝结水送回

到回热系统中，从而提高机组的热能利用率，增加机组整体的经济效益。

由锅炉热力计算可知，排烟温度每上升 20℃，锅炉就要损失约 1%的热效率。也就是说，与设置 GGH 烟气再热装置的机组相比，本发明由于利用了 GGH 烟气再热装置未利用的烟气热量的 45℃温差，则本发明机组的锅炉热效率至少能提高 2%以上，换算成机组循环效率则能提高约 0.6%~0.7%（相对值）。目前国家发改委已有对新建机组加装脱硫系统每度电提高 0.015 元价格上网的政策，再加上烟气冷却器为机组带来的可观的节能经济效益，火电厂烟气脱硫系统就能将运行费用将到最低，甚至还将略有盈余。火电厂脱硫系统将不再是一个经济“负担”而变成了企业节能创收的经济增长点，这将大大刺激火电厂配套脱硫设施的积极性。它带来的环保效益，社会效益甚至是经济效益都是无法估量的。

本发明的脱硫烟气余热回收系统与现有技术中常规的低压省煤器相比具有以下特点：

传统低压省煤器都是安装在空预器和电除尘器之间，而本发明的系统安装在脱硫区域脱硫吸收塔之前，具有得天独厚的条件，使得对设备本体进行的在线冲洗成为可能，即使烟气温度低于酸露点温度，仍然可将管壁的腐蚀速率控制在可接受范围内，这样一来烟气温度就可以被降低到酸露点温度以下，对烟气余热的利用程度可以大幅提升。此外，若脱硫系统装有旁路，则在任何时候都可以对换热设备进行冲洗或人工检查而不影响机组的正常运行。最后，脱硫烟气经过除尘效率高达 99.2%~99.8%的除尘器后得到高度净化，本系统的核心部件烟气冷却器处于低尘区的工作环境中，较好克服了飞灰对管壁的磨损和粘附堵塞。而即使万一发生换热器管道破损，泄漏的凝结水将直接被烟气带入脱硫塔，这对脱硫过程毫发无损。在脱硫吸收塔之前加装烟气冷却器后，进入吸收塔的烟气温度由 125℃（甚至更高）降低到 80℃左右，在吸收塔内水的绝热蒸发换热过程中，占脱硫水耗主要部分的蒸发水量由于入口烟温的降低而大幅减少，此外由于冷却水的使用量减少，烟囱出口的饱和水蒸汽排放量和污水排放及处理费用都大大减少。这些都是传统意义上的低压省煤器并不具备的优点。

本发明的脱硫烟气余热回收系统与现有技术中常规的 GGH 烟气再热装置相比具有以下特点：

本发明的系统将烟气余热能量通过烟气冷却器交换给回热系统的凝结水，从而实现了烟气余热的充分回收利用，提高了机组的能量利用率，节能效果非常可观，这是 GGH 这种余热利用方式无法具备的优点。值得提出的是，虽然烟气冷却器会增加烟气流动的阻力，但 125℃-80℃ 的降温与原 GGH 相当，即喷水不必因取消 GGH 而增加，这就大大降低了脱硫塔后的烟气流动阻力，两者基本可相抵。即并不因为增加烟气冷却器而增加烟气系统阻力损失。此外，由于脱硫塔内喷水急剧减少，使得排烟湿度大幅下降，大大减轻了取消 GGH 后对脱硫塔后烟道及烟囱的防腐压力。

本发明的脱硫烟气余热回收系统的应用对锅炉出口烟道将不会产生任何额外的影响。

以下将结合附图对本发明的构思、具体结构及产生的技术效果作进一步说明，以充分地了解本发明的目的、特征和效果。

附图说明

图 1 是现有技术中安装低压省煤器的发电机组的系统结构示意图；

图 2 是现有技术中安装 GGH 烟气再热装置的发电机组的系统结构示意图；

图 3 是应用本发明的发电机组第一具体实施例的系统结构示意图；

图 4 是应用本发明的发电机组第二具体实施例的系统结构示意图；

图 5 是应用本发明的发电机组第三具体实施例的系统结构示意图；

图 6 是应用本发明的发电机组第四具体实施例的系统结构示意图；

图 7 是应用本发明的发电机组第五具体实施例的系统结构示意图。

具体实施方式

如图 3 所示，应用本发明的发电机组第一具体实施例的系统结构示意图。本发明的脱硫烟气余热回收系统的烟气进口与燃煤发电机组中锅炉装置 1 的引风机 4 的出口贯通连接；脱硫烟气余热回收系统的烟气出口与脱硫吸收塔 11

的进口贯通连接；其间，为控制烟气流向及克服系统阻力，脱硫系统除了包括脱硫吸收塔 11 和烟囱 5 以外，还增设有脱硫烟气进口挡板 6 及增压风机 9，在脱硫吸收塔 11 和烟囱 5 之间还设置有脱硫烟气出口挡板 8。

本发明的特别之处在于，一用做气水热交换器的烟气冷却器 10 串联设置在增压风机 9 和脱硫吸收塔 11 之间，形成烟气通路，烟气冷却器 10 用于利用烟气的热能提升回热系统中凝结水的温度。烟气冷却器 10 的水侧并联在回热系统中的一低压加热器 12 上，通过烟气冷却器 10 放出的热量对进入#2 低压加热器 12 的给水进行加热，减少#2 低压加热器 12 原本应从低压缸 15 中抽取的蒸汽量，使更多的蒸汽能进入低压缸 15 转换成机械能，从而增加机组 16 的发电量。

本实施例中的脱硫系统设置有脱硫旁路，脱硫旁路为连通引风机 4 出口和烟囱 5 的烟道，其间设置有烟气旁路出口挡板 7。脱硫带旁路的作用是：锅炉 1 的烟气从引风机 4 出来后既可以进入脱硫区域进行脱硫后经烟囱 5 排放（此时脱硫旁路出口挡板 7 关闭，脱硫烟气入口挡板 6 和脱硫烟气出口挡板 8 开）也可不经过脱硫区域，直接进烟囱 5 排放（此时脱硫旁路出口挡板 7 开，脱硫烟气入口挡板 6 和脱硫烟气出口挡板 8 关闭）。这样配置的目的是为了在脱硫岛停止运行的情况下，锅炉烟气也能经烟囱排出，不影响机组的正常运行。

上述实施例中，烟气冷却器 10 的一组具体参数为：

烟气侧： 烟气流量 3071414.5Nm³/h

烟气进口温度 125℃

烟气出口温度 85℃

凝结水侧：凝结水流量 546.439kg/s

凝结水进口温度 60.7℃

凝结水出口温度 81.7℃

总换热面积：30000m²

热负荷：48044.45kj/s

烟气流动阻力：900pa

水侧流动阻力：8bar

本发明的工作原理是，从锅炉 1 出来的烟气依次经过空气预热器 2、电除尘器 3、引风机 4 之后进入到脱硫系统内。在脱硫吸收塔 11 之前安装烟气冷却器 10，将烟气引入其中进行降温冷却，冷却后的烟气进入脱硫吸收塔 11 内进行脱硫，而后经烟囱 5 排出。烟气放出的热量用来加热回热系统的凝结水，凝结水在烟气冷却器 10 内吸收热量，降低排烟的温度，而自身却被加热、升高温度后再返回低压加热器 12 中。这部分烟气热量的利用，排挤了汽轮机的部分低压回热抽汽，在汽轮机进汽量不变的情况下，该排挤抽汽将从抽汽口返回汽轮机继续膨胀做功。因此，采用本发明的脱硫烟气余热回收系统的燃煤发电机组在燃料消耗量不变的情况下，可以获得烟气余热产生的电功，产生经济性。

对本发明各种不同具体实施例的总体要求是：

1、烟气冷却器必须安装在脱硫系统中。

2、锅炉烟气必须被烟气冷却器冷却后再进入脱硫吸收塔。一般锅炉排烟的温度在 125~140℃之间，进入到脱硫吸收塔的排烟的温度一般在 80~90℃之间时脱硫效果最好。

3、在布置位置上，烟气冷却器必定布置在脱硫吸收塔之前。

在不同实施例中，烟气冷却器 10 的水侧可选择串联或并联在一级或几级低压加热器上。

以下以一台 1000MW 机组为例，通过多角度计算、分析，来说明应用本发明的发电机组相比现有技术增加的经济效益：

从节约能耗角度计算，采用烟气冷却器对排烟热量进行回收利用以后，机组整体能回收约 7MW 功率。

若按多发电运行模式：预计多发电 7MW，按年运行 6000 小时计，年多发电量 4.2×10^7 度，按每度电 0.35 元计，则节电效益为 2×1470 万元/年。

若按节煤运行模式：按年运行 6000 小时，煤耗 300g/kwh，年节省煤量 12600 吨。按每吨煤 450 元计，则节煤效益为 567 万元/年。

从节约水耗角度计算，采用烟气冷却器对排烟热量进行回收利用以后，进入脱硫吸收塔的烟气温度由 125℃降低到 85℃左右，在吸收塔内的绝热蒸发换热过程中，占脱硫水耗主要部分的蒸发水量由于入口烟气温度的降低而大幅减

少，优化前后的数据对比具体见下表。

脱硫侧烟气系统优化前后水耗数据对比表

	吸收塔入口烟温	脱硫出口烟温	脱硫水耗 (单台炉)	节水量 (单台炉)
优化前	125℃	51.2℃	160t/h	63 t/h
优化后	85℃	47℃	97t/h	

按照年运行 6000 小时计算，机组年节水量=63×6000=37.8 万吨。

从减排角度来说，63t/h 工业水蒸发变成饱和蒸汽后体积约为 756000m³/h，因此机组的烟气减排量达到 756000m³/h。这一饱和蒸汽的体积约占烟气总体积的 25%，系统的阻力将随着烟气流量的下降成平方关系大大降低。

因此，从以上多角度我们都可以看到，本发明具有显著的经济效益和巨大的潜在社会效果，尤其符合当前创建节约型社会的需要。

如图 4 所示为应用本发明的发电机组第二具体实施例的系统结构示意图，本实施例与第一实施例的结构基本相同，所不同之处在于，本实施例中的烟气冷却器 10 串联设置在脱硫入口挡板 6 和增压风机 9 之间，并共同设置在脱硫吸收塔 11 之前，形成烟气通路。烟气冷却器 10 的水侧与第一实施例相同，并联在回热系统中的一低压加热器 12 上，整个系统可以获得基本相同的效果。

如图 5 所示为应用本发明的发电机组第三具体实施例的系统结构示意图，本实施例与第二实施例的结构基本相同，所不同之处在于，本实施例中的脱硫系统未设置脱硫旁路。锅炉 1 的烟气从引风机 4 出来后，通过脱硫入口挡板 6 进入到脱硫区域内，随后烟气流程依次流经烟气冷却器 10、增压风机 9 和脱硫吸收塔 11 等脱硫设备后，进入到烟囱 5 进行排放，此时锅炉 1 出口的烟气已没有旁路可走，必须经过脱硫岛才能排往烟囱 5。烟气冷却器 10 获得烟气的余热后交换给回热系统的凝结水，实现与以上实施例基本相同的效果。

显然，在其它类似实施例中，烟气冷却器 10 也可以移置在增压风机 9 与脱硫吸收塔 11 之间，可以获得基本相同的效果。

如图 6 所示为应用本发明的发电机组第四具体实施例的系统结构示意图，本实施例与第一实施例的结构基本相同，所不同之处在于，本实施例中烟气冷

却器 10 的水侧串联在 2#低压加热器 12 与 3#低压加热器 12 之间，与第一实施例获得相类似的效果。

如图 7 所示是应用本发明的发电机组第五具体实施例的系统结构示意图，本实施例与第四实施例的结构基本相同，所不同之处在于，本实施例中未设置增压风机，烟气冷却器 10 的烟气进出口串联在脱硫入口挡板 6 与脱硫吸收塔 11 之间，获得与第四实施例相类似的效果。

综上所述，本说明书中所述的只是本发明的几种较佳具体实施例，以上实施例仅用以说明本发明的技术方案而非限制。凡本技术领域中技术人员依本发明的构思在现有技术的基础上通过逻辑分析、推理或者有限的实验可以得到的技术方案，皆应在本发明的权利要求保护范围之内。

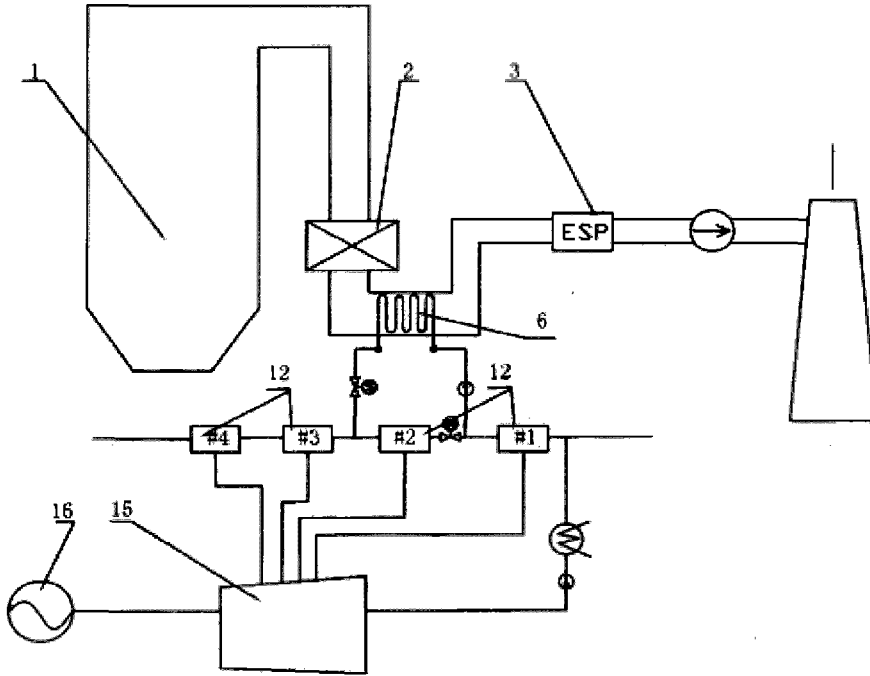


图 1

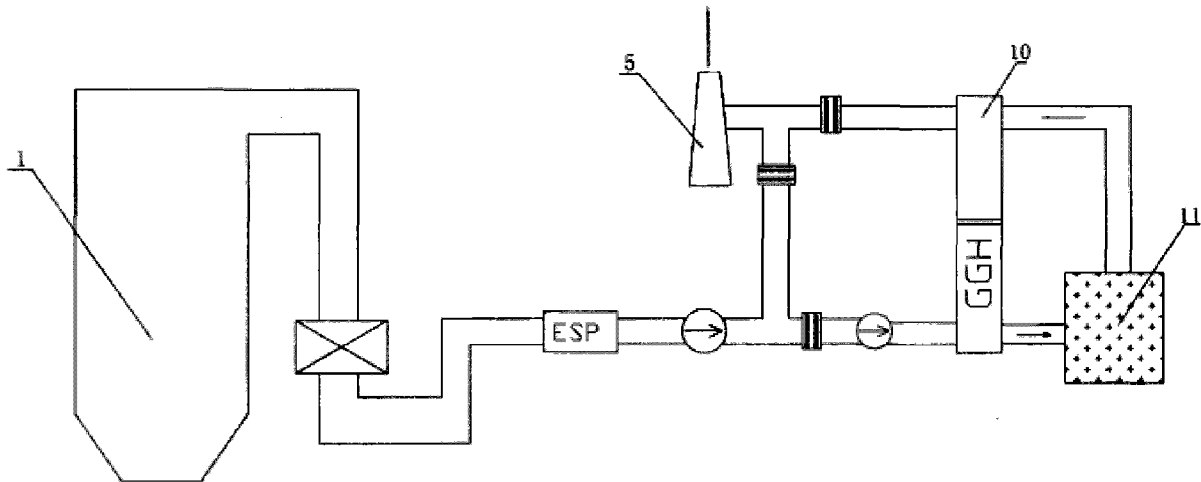


图 2

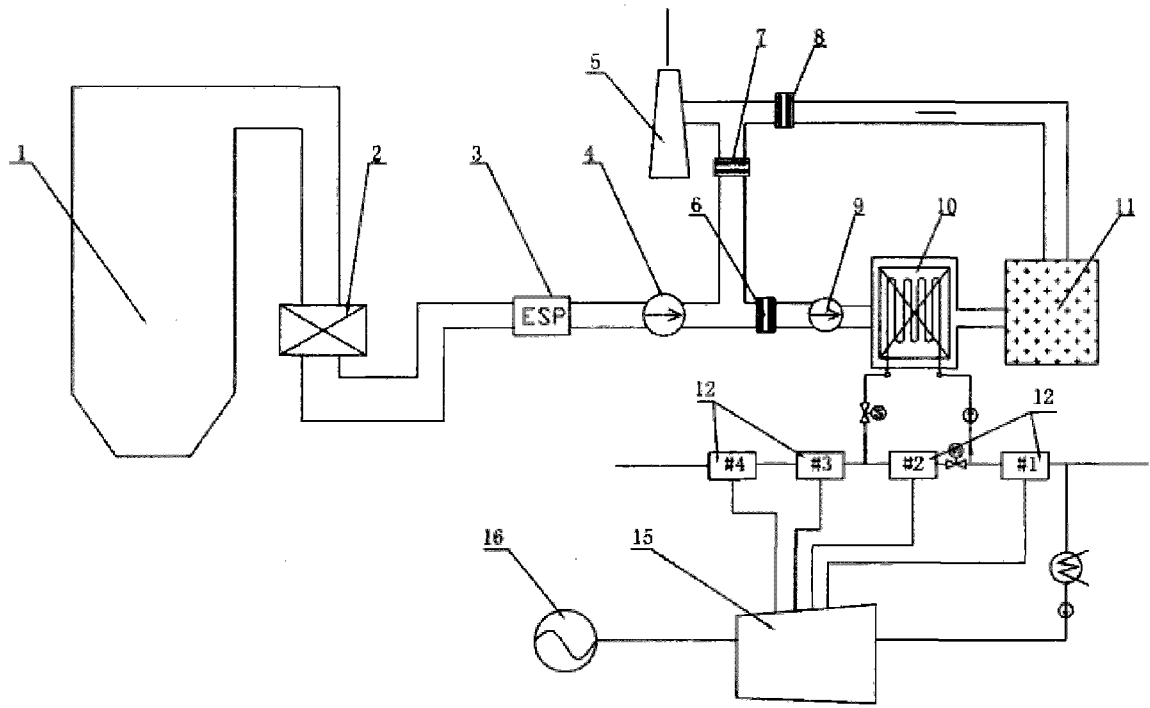


图 3

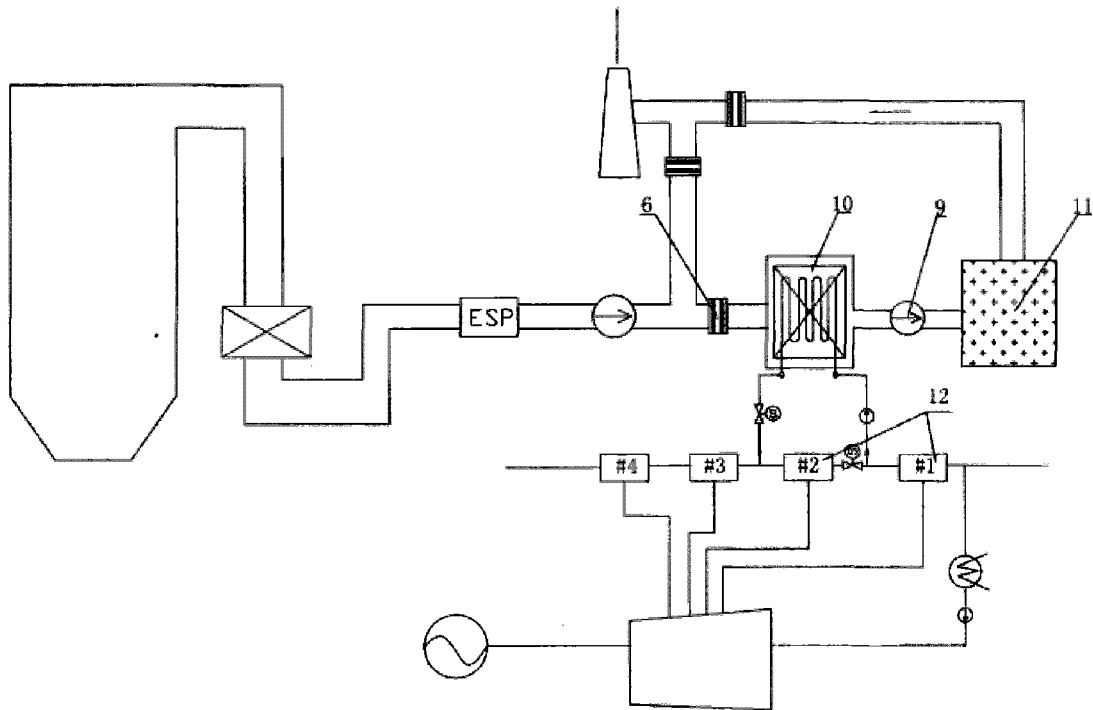


图 4

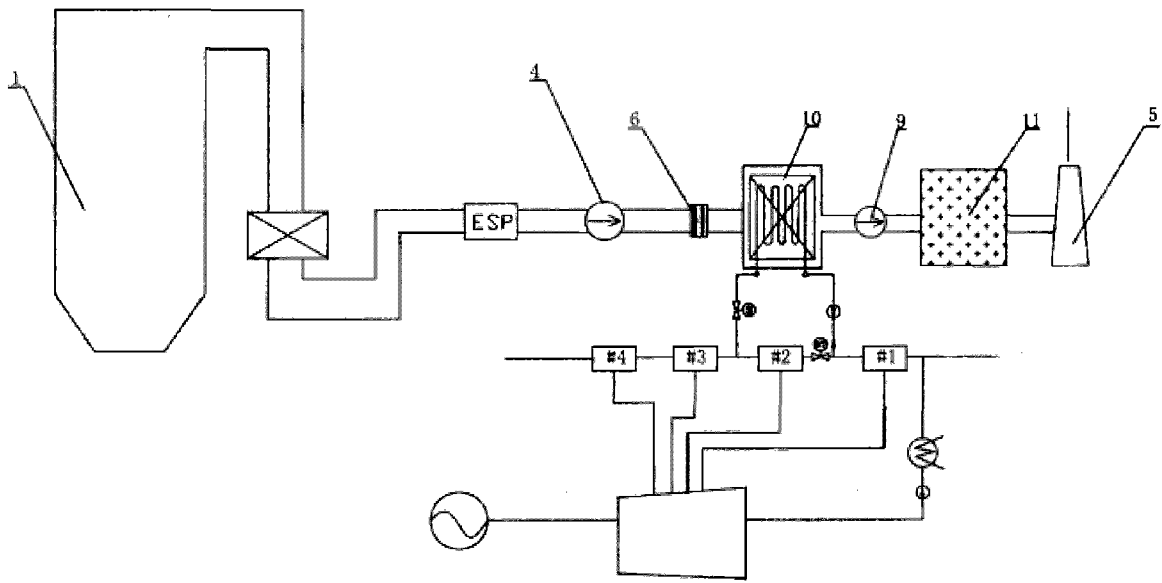


图 5

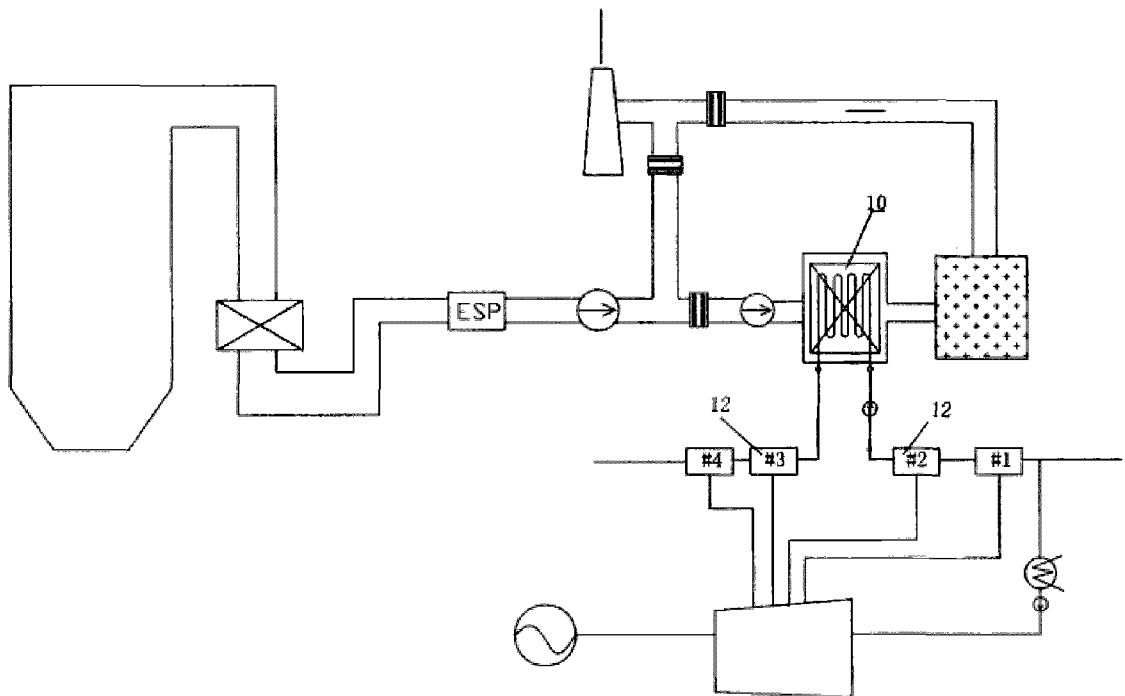


图 6

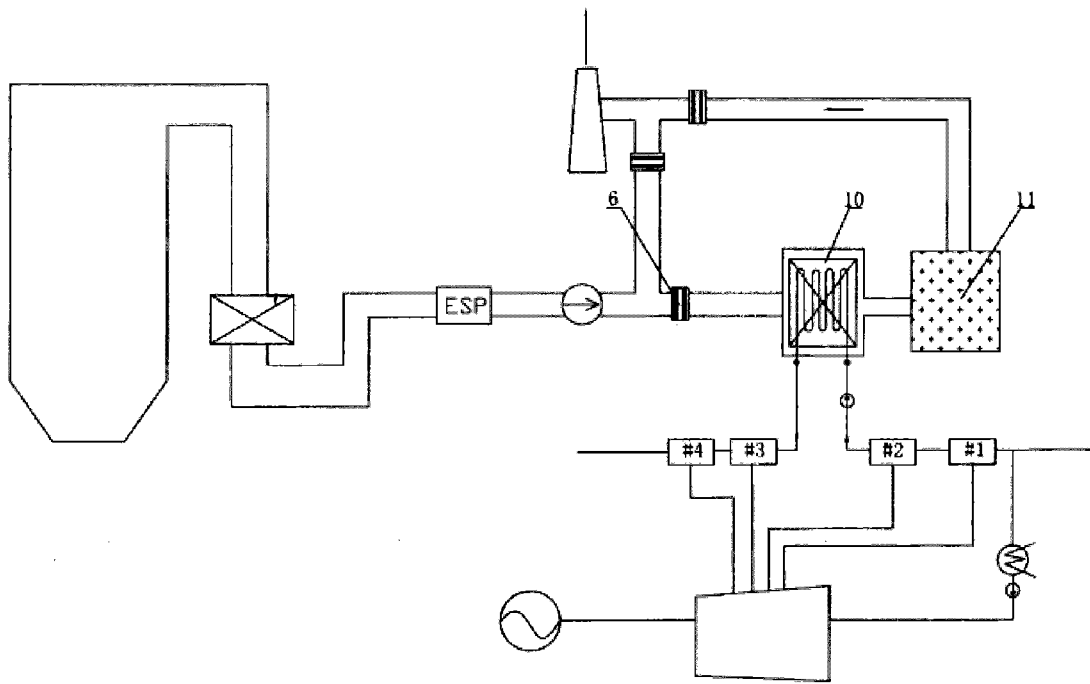


图 7